

МЕТОДИКА РАСЧЕТА РЕЖИМА РАБОТЫ ДВУХСТУПЕНЧАТОГО ПОТОЧНОГО ГАЗОГЕНЕРАТОРА

Аннотация

С целью получения из твердого топлива синтез-газа заданного состава собран экспериментальный двухступенчатый поточный газогенератор. В данной работе описана методика расчета режима работы двухступенчатого газогенератора, разработанная на основе теплового баланса и допущения о достижении термодинамического равновесия на выходе из установки. Преимуществом методики является её простота. По заданным составу топлива на входе в газогенератор, коэффициенту избытка воздуха и температуре синтез-газа на выходе были определены состав синтез-газа, а также расходы топлива в первую и вторую ступени, воздуха и водяного пара. На основе анализа литературных источников принято, что высокая степень конверсии топлива достигается при температуре синтез-газа на выходе 1100–1300 °С и времени пребывания частиц в зоне газификации 1,5–2 с. Исходя из этого при расчете были заданы температура, а также скорость газов во второй ступени, по которой затем определены объемный расход синтез-газа и рассчитан расход топлива. Приведены примеры расчета параметров процесса газификации древесного угля при температурах 1100 и 1300 °С.

Ключевые слова: газификация, синтез-газ, поточный газогенератор, двухступенчатый газогенератор, методика расчета, термодинамическое равновесие, тепловой баланс.

Abstract

In order to production a synthesis gas of a given composition from the solid fuel, an experimental two-stage entrained-flow gasifier is installed. In this paper, a method for calculating the operating mode of a two-stage gas generator, developed on the basis of the heat balance and the assumption of achieving thermodynamic equilibrium at the outlet of the aggregate is described. The advantage of the technique is simplicity. By given composition of the fuel at the gas generator input, the excess air factor and the synthesis gas temperature at the outlet, the composition of the synthesis gas as well as the fuel feed in the first and second stages, air flow and water vapor are determined. Based on literature sources analysis, it is accepted that a high fuel conversion degree is achieved at a synthesis gas temperature at the outlet was 1100–1300 °C and the particles residence time in the gasification zone was 1.5–2 s. On this basis, the temperature and gas velocity in the second stage were given in the calculation, by velocity then determines the synthesis gas volumetric flow and the fuel consumption are calculate. Examples of the process parameters calculating for the gasification of charcoal at temperatures of 1100 and 1300 °C are given.

Keywords: gasification, synthesis gas, entrained-flow gasifier, two-stage gasifier, method of calculation, thermodynamic equilibrium, heat balance.

Газификация твердого топлива проводится с целью получения из него горючего газа. Синтез-газ состоит преимущественно из углекислого газа (CO) и водорода (H₂). Газ в дальнейшем может использоваться в качестве топлива для газовой турбины на парогазовых установках (ПГУ) при выработке электроэнергии, а также в химической и металлургической промышленности. При этом в результате газификации необходимо получать газ с определенным составом, в зависимости от области применения газа. Состав газа зависит от вида газифицируемого топлива и условий процесса, которые, в свою очередь, определяются кон-

струкцией газогенератора и режимом его работы. Среди газогенераторов наибольшую производительность и чистоту синтез-газа обеспечивают поточные газогенераторы. С целью исследования двухступенчатой газификации угольной пыли в воздушном потоке и получения оптимальной конструкции газогенератора и требуемых режимов его работы был собран экспериментальный стенд. Целью данной работы является разработка методики инженерного расчета двухступенчатого поточного газогенератора.

Первая ступень поточного газогенератора представляет собой циклонную топку, в которой происходит полное сгорание топлива. Вторая ступень выполнена в виде трубы, в которой осуществляется газификация топлива, подаваемого в пережим между ступенями, за счет взаимодействия с продуктами сгорания, поступающими из первой ступени, и вводимым водяным паром. Состав получаемого синтез-газа определяется режимом работы газогенератора, который характеризуется расходом топлива в первую и вторую ступени, окислителя в первую ступень, водяного пара во вторую ступень и температурой на выходе из газогенератора.

Методика расчета режима работы основана на тепловом и допущении о достижении термодинамического равновесия на выходе из газогенератора. Тепловой баланс и тепловые эффекты реакций рассчитываются по [1], расчет равновесного состава газа основан на [2]. Для упрощения расчетов, принято, что в газогенератор поступает всего четыре элемента: углерод, водород, кислород, азот, и в результате реакций горения, паровой и углекислотной газификации образуется синтез-газ, состоящий из CO, H₂, CO₂, H₂O и N₂. При расчете задаются состав топлива, коэффициент избытка воздуха для суммарной реакции в газогенераторе, температура на выходе из газогенератора и значение тепловых потерь (доля от теплоты сгорания топлива). Все расчеты проводятся на килограмм топлива.

По составу топлива и заданной для первой итерации массовой доле водяного пара D_{H_2O} рассчитываются массовые доли всех элементов:

$$k = \frac{100 - D_{H_2O}}{100} \quad C = C^p \cdot k \quad H = H^p \cdot k \quad O = O^p \cdot k \quad N = N^p \cdot k \quad W = W^p \cdot k, \quad (1)$$

Рассчитываются коэффициенты в условной молекуле $C_nH_mO_lN_q$, которая участвует в дальнейших реакциях:

$$n = \frac{C}{12} \quad m = \frac{H}{1} + \frac{2(W + D_{H_2O})}{18} \quad l = \frac{O}{16} + \frac{W + D_{H_2O}}{18} \quad q = \frac{N}{14} \quad (2)$$

Исходя из условия отсутствия твердого углерода (сажи) в продуктах реакций рассчитывается минимальный коэффициент избытка воздуха [2]:

$$\alpha_c = \frac{n - l}{2n + 0,5m - l} \quad (3)$$

Объем воздуха, необходимый для полного сгорания топлива [3], м³/кг топлива:

$$V_0 = 0,0889 \cdot C + 0,265 \cdot H - 0,0333 \cdot O \quad (4)$$

По заданному коэффициенту избытка воздуха вычисляется его расход, м³/кг топлива:

$$V_B = \alpha \cdot V_0 \quad (5)$$

По известному содержанию кислорода в окислителе Z, %, вычисляется доля азота

$$\psi = \frac{100 - Z}{Z}, \quad (6)$$

Количество синтез-газа, моль/кг топлива:

$$M = n + 0,5 \left[m + q + \psi(n - l) \frac{\alpha}{\alpha_c} \right] \quad (7)$$

Количество азота в синтез-газе, кмоль/кг топлива:

$$M_{N_2} = 0,5q + 0,5\psi \frac{\alpha}{\alpha_c} (n - l) \quad (8)$$

Количество CO₂ в синтез-газе, кмоль/кг топлива:

$$M_{CO_2} = \frac{0,5m+n}{2(1-K)} - \frac{l}{2} - \frac{(n-l)}{2} \cdot \frac{\alpha}{\alpha_c} - 1 + \sqrt{1 + \frac{4(n-l) \left(\frac{\alpha}{\alpha_c} - 1 \right) K \cdot n}{(1-K) \left[\frac{0,5m+n}{1-K} - l - (n-l) \cdot \frac{\alpha}{\alpha_c} \right]^2}}, \quad (9)$$

где K – константа равновесия реакции $CO + H_2O = CO_2 + H_2$ при заданной температуре.

Количество CO в синтез-газе, кмоль/кг топлива:

$$M_{CO} = n - M_{CO_2} \quad (10)$$

Количество H_2O в синтез-газе, кмоль/кг топлива:

$$M_{H_2O} = (n-l) \left(\frac{\alpha}{\alpha_c} - 1 \right) - M_{CO_2} \quad (11)$$

Количество H_2 в синтез-газе, кмоль/кг топлива:

$$M_{H_2} = 0,5m - M_{H_2O} \quad (12)$$

Объемная доля вещества в равновесном составе синтез-газа:

$$r_i = \frac{M_i}{M} \quad (13)$$

Так как азот в реакциях не участвует, то его количество на входе в газогенератор равно количеству на выходе, и по коэффициенту избытка воздуха и содержанию азота в окислителе можно вычислить объемный расход азота, м³/кг топлива:

$$V_{N_2} = \alpha \cdot (100 - Z) \quad (14)$$

Тогда расход синтез-газа, м³/кг топлива, составляет:

$$V_g = \frac{V_{N_2}}{M_{N_2}} \quad (15)$$

Расход компонентов синтез-газа, м³/кг топлива:

$$V_i = r_i \cdot V_g \quad (16)$$

Теплота сгорания топлива, вычисленная по формуле Менделеева [3], ккал/кг:

$$Q^{daf} = 81C^{daf} + 246H^{daf} - 26O^{daf} \quad (17)$$

Теплота сгорания синтез-газа, ккал/кг исходного топлива:

$$Q' = 3020 \cdot V_{CO} + 2580 \cdot V_{H_2} \quad (18)$$

Теплота сгорания синтез-газа, ккал/м³:

$$Q_g = 3020 \cdot r_{CO} + 2580 \cdot r_{H_2} \quad (19)$$

Тепловой эффект реакций с учетом тепловых потерь, ккал/кг топлива:

$$\Delta Q = Q^{daf} (1 - q) - Q', \quad (20)$$

где q – доля тепловых потерь.

Температура синтез-газа на выходе из газогенератора [1], °C:

$$T = \frac{\Delta Q}{c_{CO} \cdot V_{CO} + c_{H_2} \cdot V_{H_2} + c_{CO_2} \cdot V_{CO_2} + c_{H_2O} \cdot V_{H_2O} + c_{N_2} \cdot V_{N_2}}, \quad (21)$$

где c_i – объемная теплоемкость i -того компонента при заданной в начале расчета температуре, ккал/м³ [3].

Температура, рассчитанная по формуле (21), должна совпадать с заданной при начале расчета. Если рассчитанная температура меньше заданной, то необходимо увеличивать коэффициент избытка воздуха (то есть сжигать больше топлива для большего нагрева продуктов сгорания). При его увеличении увеличивается доля вводимого водяного пара, необходимая для достижения равновесного состава. В некоторых случаях равновесный состав не достигается, при этом рассчитанное содержание одного или нескольких компонентов в синтез-газе получается отрицательным.

Увеличение количества вводимого водяного пара повышает соотношение H_2/CO в синтез-газе, однако при этом теплота сгорания газа снижается, так как необходимо увеличивать коэффициент избытка воздуха для сведения теплового баланса.

Поскольку в первой ступени газогенератора осуществляется полное сжигание топлива ($\alpha=1$), а во вторую ступень воздух не подается, то доли расходов топлива в первую ступень и вторую ступени равны:

$$b_1 = \alpha, \quad b_2 = 1 - \alpha. \quad (22)$$

Переход от удельных величин, полученных в результате расчета по разработанной методике, к полным осуществляется из условия достижения равновесного состава продуктов реакции на выходе из газогенератора. Для этого необходимо иметь достаточную температуру и время пребывания частиц в зоне газификации. В экспериментальных исследованиях [4] показано, что при температуре 1000 °С и времени пребывания частиц в лабораторном поточном газогенераторе 1,5 с степень конверсии составляет 90 %. В работе [5] приведены результаты численного моделирования реакции водяного сдвига, которая используется в разработанной методике. Показано, что при температуре 1300–1400 °С термодинамическое равновесие достигается за время порядка 1 с. С учетом перечисленных данных принято, что температура синтез-газа на выходе должна задаваться более 1100 °С. Исходя из заданного времени пребывания частиц, составляющего 1–2 с, и геометрических размеров установки рассчитывается необходимый расход синтез-газа, а затем по известным удельным величинам вычисляются расходы топлива в первую и вторую ступени, воздуха и водяного пара.

В таблице приведены примеры расчета режима работы поточного двухступенчатого газогенератора по разработанной методике при газификации древесного угля ($C^{daf}=90$, $H^{daf}=5$, $O^{daf}=4$) при величине тепловых потерь 20 %. В ходе расчета минимизировалась доля вводимого водяного пара при условии достижения равновесного состава.

Таблица 1

Пример расчета газификации древесного угля

Температура на выходе, °С	1100	1300
Коэффициент избытка воздуха	0,6	0,69
Доля вводимого водяного пара, %	42	5
Выход синтез-газа, nm^3/kg топлива	7,28	7,09
Теплота сгорания синтез-газа, $ккал/nm^3$	538	476
Объёмная доля CO , %	1,5	12,0
Объёмная доля H_2 , %	19,1	4,4
Объёмная доля CO_2 , %	21,2	11,4
Объёмная доля H_2O , %	0	3,5
Объёмная доля N_2 , %	58,2	68,7

Таким образом, разработана методика инженерного расчета двухступенчатого поточного газогенератора. Преимуществом данной методики является простота, так как по заданным составу топлива, коэффициенту избытка воздуха и температуре на выходе из газогенератора рассчитывается состав вырабатываемого синтез-газа, а затем, исходя из размеров установки, вычисляются расходы топлива, воздуха и водяного пара. При этом отсутствует необходимость в расчете промежуточных реакций и состава продуктов сгорания на выходе из первой ступени. В данной методике не учитывается кинетика реакций. Состав синтез-газа, полученный экспериментально при работе газогенератора в рассчитанном режиме может отличаться от расчетного из-за того, что термодинамическое равновесие на выходе из второй ступени не достигается.

Список использованных источников

1. Газогенераторные технологии в энергетике: монография / А.В. Зайцев, А.Ф. Рыжков, В.Е. Силин [и др.]; под ред. А.Ф. Рыжкова; Инженер. центр энергетики Урала, предприятие «УралОРГРЭС». – Екатеринбург: Сократ, 2010. – 612 с.

2. Баскаков А.П. Физико-химические основы тепловых процессов / А.П. Баскаков, Ю.В. Волкова. – М.: Теплотехник, 2013. – 173 с.
3. Тепловой расчет котлов (нормативный метод). – СПб.: НПО ЦКТИ, 1998. – 256 с.
4. Hernandez J. Gasification of biomass wastes in an entrained flow gasifier: Effect of the particle size and the residence time / J. Hernandez et al. // Fuel Processing Technology. – 2010. – Vol. 91. – P. 681–692.
5. Kiso F. A simulation study on the enhancement of the shift reaction by water injection into a gasifier / F. Kiso, M. Matsuo // Energy. – 2011. – Vol. 36. – P.4032–4040.

УДК 662.76

А. О. Овчарников, Н. А. Абаимов, А. Ф. Рыжков

ФГАОУ ВО «Уральский федеральный университет имени первого Президента России Б.Н. Ельцина», г. Екатеринбург, Россия

МОДЕЛИРОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ ПРОЦЕССА ГОРЕНИЯ КОКСА КАМЕННОГО УГЛЯ В ПРИБОРЕ ТЕРМОГРАВИМЕТРИЧЕСКОГО АНАЛИЗА

Аннотация

Для повышения эффективности работы оборудования металлургической промышленности необходимо изучать кинетические характеристики одного из главного сырья – кокса. Термогравиметрический анализ (ТГА) позволяет проводить такие исследования характеристик твердого топлива. Прибор ТГА (в частности печь) конструктивно сложен и не позволяет экспериментально определять некоторые важные параметры процесса, такие как аэродинамические особенности и распределение газов в объеме печи. Данные параметры, как правило, определяют методом вычислительной гидродинамики (CFD). В данном докладе моделировался сегмент внутреннего, а также пространства, омывающего сам тигель. Моделировались моменты горения при температурах 491 °С, 700 °С и 907 °С, система считалась изотермичной. Сравнение результатов, полученных для этих трёх случаев, позволило установить характер концентрационных полей каждого из газов.

Ключевые слова: термогравиметрический анализ (ТГА), вычислительная гидродинамика (CFD), кокс угля, кинетика химических реакций, ламинарное течение.

Abstract

Efficiency improvement of the metallurgical industry equipment requires research of coke kinetic characteristics. Thermal gravimetric analysis (TGA) allows such studies of solid fuel characteristics. TGA instrument (particularly bake) structurally complicated and does not allow to experimentally determining some important process parameters such as aerodynamic characteristics, and distribution of gases in the kiln volume. These parameters are generally determined by computational fluid dynamics (CFD). In this report, the segment of the crucible interior, as well as the space that was washing the crucible itself, was modeled. The moments of combustion at temperatures of 491 °C, 700 °C and 907 °C were simulated, the system was considered isothermal. A comparison of the results obtained for these three cases made it possible to establish the character of the concentration fields of each of the gases.

Keywords: thermal gravimetric analysis (TGA), computational fluid dynamics (CFD), coal coke, chemical reaction kinetic, laminar flow.

1 Введение

В металлургии для выплавки чугуна в качестве топлива используется кокс. Для эффективного управления процессом горения кокса необходимо знать кинетические характеристики его реагирования. Одним из современных инструментов определения кинетических свойств твёрдых топлив является прибор термогравиметрического анализа (ТГА), принцип